

Mariusz ŁAPIŃSKI, Robert PIOTROWSKI
POLITECHNIKA GDAŃSKA, WYDZIAŁ ELEKTROTECHNIKI I AUTOMATYKI
ul. Narutowicza 11/12, 80-233 Gdańsk

Sterowanie kolumną rektyfikacyjną z wykorzystaniem nieliniowego algorytmu predykcyjnego

Mgr inż. Mariusz ŁAPIŃSKI

W roku 2011 ukończył studia magisterskie na Wydziale Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej na kierunku Automatyka i Robotyka. Zainteresowania naukowe związane są systemami akwizycji danych i przemysłowymi systemami sterowania.



e-mail: mariusz.lapinski@o2.pl

Dr inż. Robert PIOTROWSKI

Absolwent Wydziału Elektrotechniki i Automatyki Politechniki Gdańskiej (kierunek: Automatyka i Robotyka) (2001r.). W roku 2005 uzyskał stopień doktora (Automatyka i Robotyka). Obecnie adiunkt w Katedrze Inżynierii Systemów Sterowania. Zainteresowania naukowe dotyczą modelowania i zaawansowanych metod sterowania procesami przemysłowymi.



e-mail: r.piotrowski@eia.pg.gda.pl

Streszczenie

Popularną metodą rozdziału ciekłych mieszanin wieloskładnikowych jest rektyfikacja, stosowana w różnych gałęziach przemysłu. W artykule rozważana jest mieszanina etanol-woda. Przedstawiono powszechnie stosowany nieliniowy model dwuskładnikowej kolumny rektyfikacyjnej, dokonano jego dyskretyzacji i zaimplementowano w środowisku MATLAB/Simulink. Następnie zaprojektowano układ sterowania wykorzystując nieliniowy algorytm predykcyjny. W badaniach symulacyjnych przeanalizowano wpływ zmian parametrów algorytmu sterowania i zakłóceń na jakość sterowania.

Słowa kluczowe: modelowanie matematyczne, systemy dynamiczne, systemy nieliniowe, sterowanie predykcyjne, kolumna rektyfikacyjna.

Control of distillation column using nonlinear predictive algorithm

Abstract

Distillation is the most common unit operation in different branches (e.g. petrochemical, chemical, paper, food and pharmaceutical) of industry. A two product (ethanol-water) distillation process is considered in the paper. There is presented a widely used model of two product distillation column [5]. Next, a nonlinear predictive algorithm is designed. The model predictive technology has achieved a strong position in the industrial process control. The proposed control system is validated by simulations in MATLAB/Simulink environment. The influence of control parameters and disturbances is analysed. The paper is organized as follows. Section 1 contains an introduction to the issues of this paper. The distillation column is described in Section 2. Section 3 presents the dynamical nonlinear model of a distillation column. The nonlinear predictive algorithm is designed in the next section. The simulation results and analysis are presented in Section 5. Finally, the conclusions are drawn.

Keywords: mathematical modeling, dynamic systems, nonlinear systems, predictive control, distillation column.

1. Wprowadzenie

W wielu gałęziach przemysłu (np. petrochemiczny, chemiczny, papierniczy, spożywczy, farmaceutyczny), otrzymuje się ciekłe mieszaniny wieloskładnikowe. W celu wyodrębnienia z nich poszczególnych składników stosuje się różnorodne metody ich rozdziału. Destylacja jest jedną z najczęściej stosowanych metod. Jest ona dobrze znana i szeroko opisywana w literaturze, np. [1, 5, 10].

Ciekłe mieszaniny dwuskładnikowe w zależności od wzajemnej rozpuszczalności składników dzieli się na trzy grupy: o całkowitej względnej rozpuszczalności, o ograniczonej wzajemnej rozpuszczalności, wzajemnie nierozpuszczalne [1]. Destylację stosuje się do rozdziału mieszanin należących do dwóch pierwszych grup. W artykule rozważana jest mieszanina etanol-woda, powszechnie używana w przemyśle spożywczym i chemicznym.

Destylacja mieszaniny możliwa jest wtedy, gdy jej składniki mają różne temperatury wrzenia, a więc różnią się lotnością w tej samej temperaturze. Proces ten polega na doprowadzeniu mieszaniny (tzw. surówki) do temperatury wrzenia w celu zamiany jej częściowo w parę, która po skropleniu utworzy destylat o innej zawartości procentowej składników niż mieszanina wyjściowa.

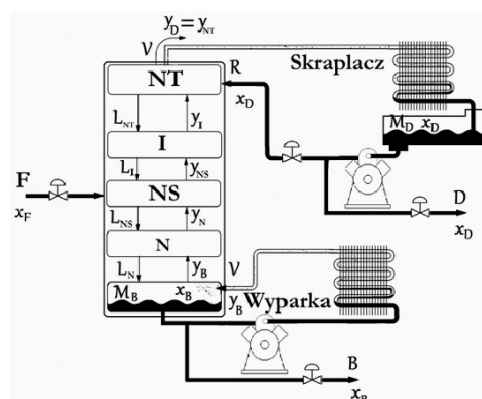
W wyniku pojedynczej destylacji otrzymana mieszanina ma tylko nieznacznie wyższą zawartość składnika bardziej lotnego. Zatem proces ten należy powtórzyć wielokrotnie, aż do otrzymania pożądanego stężenia. Jest to czasochłonne i kosztowne, więc do destylacji wielokrotnej stosuje się kolumny rektyfikacyjne. Ze względu na charakter pracy, wyróżnia się kolumny rektyfikacyjne o działaniu okresowym i ciągłym. Pierwsze z nich są używane w laboratoriach i miejscach, gdzie potrzebna jest niewielka ilość destylatu. W artykule rozważany jest drugi rodzaj kolumny.

Rektyfikacja jest powszechnym, ale energochłonnym procesem rozdziału. Jego koszty można zmniejszyć stosując zaawansowane metody sterowania. Od wielu lat badane są różne algorytmy, np. [5, 10, 2, 4], w tym sterowanie predykcyjne, np. [6, 12, 3].

W artykule, wykorzystując powszechnie stosowany w literaturze model matematyczny dwuskładnikowej kolumny rektyfikacyjnej [5], dokonano jego komputerowej implementacji. Następnie przeprowadzono dyskretyzację modelu i zaprojektowano nieliniowy algorytm regulacji predykcyjnej, który zaimplementowano i przetestowano w środowisku MATLAB/Simulink.

2. Charakterystyka kolumny rektyfikacyjnej

Schemat ciągłej kolumny rektyfikacyjnej dla mieszaniny dwuskładnikowej pokazano na rys. 1, używane oznaczenia w tabeli 1, a przyjęte parametry w tabeli 2.



Rys. 1. Schemat ciągłej kolumny rektyfikacyjnej
Fig. 1. Scheme of continuous distillation column

Tab. 1. Oznaczenia
Tab. 1. Notations

F	Strumień cieczy zasilającej (surówki) [kmol/min]
x_F	stężenie molowe cieczy zasilającej kolumnę [ułamek molowy etanolu]
B, D	strumienie cieczy wyczerpanej i destylatu [kmol/min]
x_B, x_D	stężenie molowe cieczy wyczerpanej i destylatu [ułamek molowy etanolu]
M_B, M_D	zatrzymanie cieczy w zbiorniku cieczy wyczerpanej i powrotu [kmol]
R, V	strumień refluxu i pary [kmol/min]
M_i	zatrzymanie cieczy na półce o numerze i [kmol]
L_i, V_i	strumień cieczy spływający i strumień pary odpływający z półki o numerze i [kmol/min]
x_i, y_i	stężenie molowe cieczy i pary na półce o numerze i [ułamek molowy etanolu]

Tab. 2. Parametry kolumny rektyfikacyjnej
Tab. 2. Parameters of distillation column

$M_{i0} = 5$ kmol	nominalna wartość zatrzymania cieczy na półce o numerze i
$L_{i0} = 1$ kmol/min	nominalny przepływ cieczy na półce o numerze i
$\beta = 0,006$ min	stała reprezentująca warunki hydrauliczne
$N_T = 31$	liczba półek teoretycznych kolumny (patrz sekcja 3)

Na szczycie kolumny para z ostatniej półki jest odprowadzana do skraplacza. Jego zadaniem jest zamiana fazy gazowej na ciekłą, przez obniżenie temperatury poniżej temperatury wrzenia. Powstała ciecz trafia do zbiornika destylatu, skąd część odprowadzana jest jako produkt, a część wraca z powrotem do kolumny w postaci strumienia powrotu (tzw. refluxu).

Spływający przelewowo strumień refluxu wraz ze skraplającą się na półkach cieczą wchodzi w kontakt ze strumieniem pary. Tym samym z pary wykrapla się składnik mniej lotny, a z cieczy odparowuje mieszanina wzbogacona o składnik bardziej lotny, przez co stężenie mieszaniny rośnie wraz z numerem półki. Zatem na szczycie kolumny otrzymujemy mieszaninę o najwyższym stężeniu, a na dole kolumny o najniższym.

W dolnej części kolumny zubożona ciecz przechodzi do zbiornika, gdzie część jest odprowadzana jako ciecz wyczerpana, a część trafia do wyparki. W wyparce ciecz jest odparowywana poprzez podgrzanie jej powyżej temperatury wrzenia. Odparowana ciecz tworzy strumień pary, który przemieszcza się od dołu do góry kolumny.

Jeżeli strumień refluxu pozostanie niezmienny, to ciecz odbierana w postaci destylatu staje się coraz uboższa w składnik łatwiej lotny, a bogatsza w składnik mniej lotny. Aby skład destylatu pozostał niezmienny, w czasie rektyfikacji należy stopniowo zwiększać strumień refluxu, a tym samym zmniejszać ilość odbieranego destylatu.

3. Nieliniowy model matematyczny kolumny rektyfikacyjnej

Model matematyczny został opracowany na podstawie modelu szeroko stosowanego w literaturze [5]. Oprócz przyjętych parametrów kolumny rektyfikacyjnej (patrz tabela 2), do budowy modelu potrzebna jest liczba półek tej kolumny. Wielkość ta zależy od rodzaju rozdzielanej mieszaniny (tutaj etanol-woda). Przyjęto następujące założenia: kolumna zasilana jest w surówkę w temperaturze wrzenia i zawiera 12% alkoholu etylowego; maksymalne stężenie możliwe do otrzymania powinno wynosić 95% alkoholu etylowego; ciecz wyczerpana powinna zawierać 0,1% alkoholu etylowego; liczba powrotu jest trzykrotnie większa od minimalnej wartości refluxu.

Wyznaczenie liczby półek opiera się na zależności między równowaznym składem cieczy i pary układu etanol-woda (patrz tabela 3) [9].

Tab. 3. Równowaga ciecz-pary mieszaniny etanol-woda
Tab. 3. Liquid-vapor equilibrium of ethanol-water mixture

x	0	0,008	0,044	0,092	0,143	0,203	0,283	0,372	0,480	0,600	0,774	0,830	0,894	1
y	0	0,065	0,359	0,455	0,513	0,544	0,578	0,608	0,646	0,698	0,800	0,840	0,894	1

gdzie:

x – ułamki molowe składnika bardziej lotnego w cieczy,
 y – ułamki molowe składnika bardziej lotnego w parze.

Na podstawie danych z tabeli 3 wykreślono krzywą równowagi dla układu etanol-woda i znając minimalną liczbę powrotu, graficznie określono liczbę półek teoretycznych. Obliczono, że całkowita ich liczba powinna wynosić 31 półek.

Model ma być użyteczny dla celów sterowania. W związku z tym przyjęto następujące założenia pomijające zjawiska mało istotne dla tego celu, a mianowicie: kolumna jest obiektem adiabatycznym i panuje w niej stałe ciśnienie; ciecz na półkach oraz w zbiornikach powrotu i cieczy wyczerpanej jest idealnie wymieszana; zatrzymanie strumienia pary na poszczególnych półkach jest pomijalne; produkt górny jest całkowicie skraplany w skraplaczu; dynamika cieczy jest liniowa; pojemność ciepła kolumny jest pomijana; dynamika wyparki i skraplacza jest pomijana, gdyż ich odpowiedź jest dużo szybsza niż kolumny; w kolumnie nie zachodzą reakcje chemiczne; sprawność półek wynosi 100%.

Zgodnie z założeniem, że zatrzymanie fazy gazowej na półkach jest pomijalnie małe, mamy:

$$V_1 = V_2 = V_n = V \quad (1)$$

Przepływy i stężenia w skraplaczu i zbiorniku powrotu można opisać równaniami (2)-(3). Pierwsze z nich (patrz równanie (2)) jest ogólnym równaniem ciągłości. Zmiana zatrzymania cieczy w zbiorniku powrotu jest równa dopływającej do tego zbiornika parze V , która jest w nim całkowicie skraplana, pomniejszona o strumienie, które z tego zbiornika odpływają (R i D). Drugie z równań (patrz równanie (3)) jest równaniem ciągłości dla składnika bardziej lotnego (etanolu). Wraz z dopływem oraz odpływem mieszanin w postaci ciekłej i gazowej do zbiornika powrotu, zmienia się w nim stężenie składnika bardziej lotnego. Można to zapisać jako ilość moli składnika bardziej lotnego doprowadzonego wraz z parą z półki niższej oraz ilość moli odpływających wraz ze strumieniami R i D .

$$\frac{dM_D}{dt} = V - R - D \quad (2)$$

$$\frac{dM_D x_D}{dt} = V \cdot y_{NT} - (R + D) \cdot x_D \quad (3)$$

Półka N_T na szczycie kolumny jest opisana analogicznie jak skraplacz i zbiornik powrotu (równania (4)-(5)). W równaniu (4) zmiana zatrzymania na półce jest równa dopływającej z góry cieczy R , pomniejszonej o strumień L_{NT} , który przelewowo spływa w dół kolumny. Ponieważ przyjęto założenie, że zatrzymanie pary na każdej z półek jest pomijalnie małe, nie uwzględniamy tego w ogólnym równaniu ciągłości. Inaczej jest w przypadku równania ciągłości dla składnika (patrz równanie (5)), gdyż skład strumienia pary przechodzącej przez kolejne półki ma wpływ na stężenie składnika na każdej z półek. Zatem zmiana ilości etanolu na półce jest równa ilości moli dopływających wraz ze strumieniem refluxu z półki powyżej oraz strumieniem pary z półki poniżej, pomniejszona o ilość moli odpływających wraz ze strumieniem pary z tej półki oraz strumieniem cieczy spływającym w dół kolumny.

$$\frac{dM_{NT}}{dt} = R - L_{NT} \quad (4)$$

$$\frac{dM_{NT}x_{NT}}{dt} = R \cdot x_d - L_{NT} \cdot x_{NT} + V \cdot (y_{NT-1} - y_{NT}) \quad (5)$$

Analogiczna sytuacja występuje dla pozostałych półek. Równania (6)-(7) przedstawiają zmiany stężenia oraz zatrzymania cieczy na tych półkach.

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} - L_n \quad (6)$$

$$\frac{dM_n x_n}{dt} = L_{n+1} \cdot x_{n+1} - L_n \cdot x_n + V \cdot (y_{n-1} - y_n) \quad (7)$$

Inną postać mają równania opisujące półkę zasilającą N_S . Doprrowadzany jest do niej strumień F wrzącej surówki o składzie x_F . Zatem otrzymujemy:

$$\frac{dM_{NS}}{dt} = L_{NS+1} - L_{NS} + F \quad (8)$$

$$\frac{dM_{NS}x_n}{dt} = L_{NS+1} \cdot x_{NS+1} - L_{NS} \cdot x_{NS} + V \cdot (y_{NS-1} - y_{NS}) + F \cdot x_F \quad (9)$$

Procesy zachodzące na półce najniższej, czyli tej, do której doprowadzona jest para o stężeniu y_B powstała w wyparce, opisują zależności postaci:

$$\frac{dM_1}{dt} = L_2 - L_1 \quad (10)$$

$$\frac{dM_1 x_1}{dt} = L_2 \cdot x_2 - L_1 \cdot x_1 + V \cdot (y_b - y_1) \quad (11)$$

Równania (12)-(13) przedstawiają wyparkę i dół kolumny. Dół kolumny zasilany jest przez ciecz spływającą z półki powyżej, a odpływ stanowi ciecz wyczerpana B oraz strumień pary V . W związku z tym, że ciecz w tej części kolumny jest zamieniana w parę poprzez wyparkę, strumień V należy również uwzględnić w ogólnym równaniu ciągłości.

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - B - V \quad (12)$$

$$\frac{dM_B x_B}{dt} = L_1 \cdot x_1 - V \cdot y_B - B \cdot x_B \quad (13)$$

Związek między zatrzymaniem fazy ciekłej na półce M_i a natężeniem odpływu cieczy z półki przyjęto w postaci równania liniowego:

$$L_n = \frac{M_i - M_{i0}}{\beta} + L_{i0} \quad (14)$$

Ponieważ mieszanina etanol-woda jest mieszaniną azeotropową (silnie nieliniowa charakterystyka równowagi fazowej), a przy stężeniu około 95% powstała para ma taki sam skład jak ciecz, z której odparowała, nie da się prosto określić zależności równowagi w układzie ciecz-para. Wyznaczono ją korzystając z tabeli 3 i ma postać:

$$y_i = -1828,936 \cdot x_i^{10} + 9888,242 \cdot x_i^9 - 3190,931 \cdot x_i^8 + 30927,464 \cdot x_i^7 + -25831,796 \cdot x_i^6 + 14032,172 \cdot x_i^5 - 4988,0684 \cdot x_i^4 + 1140,7087 \cdot x_i^3 + -161,249 \cdot x_i^2 + 13,406 \cdot x_i - 0,013 \quad (15)$$

Zbudowany model jest dynamiczny i nieliniowy, co pozwala na obserwację i sterowanie procesami przejściowymi zachodzącymi w kolumnie.

4. Nieliniowy algorytm predykcyjny

Algorytmy predykcyjne (Model Predictive Control – MPC) należą do grupy zaawansowanych metod sterowania. Pierwsze wersje liniowe przedstawiono na przełomie siedemdziesiątych i osiemdziesiątych lat zeszłego stulecia [11]. Ich działanie opiera się na wykorzystaniu wiedzy o przyszłym zachowaniu się wielkości regulowanej, w celu wyznaczenia wartości wielkości sterujących. Przewidując przyszłe wartości wielkości regulowanych korzysta się z modelu matematycznego sterowanego obiektu, wcześniejszych wartości sygnału sterującego oraz wartości sygnałów zakłócających.

Do głównych cech algorytmów MPC należą: możliwość stosowania dla procesów liniowych i nieliniowych, typu SISO (Single Input Single Output) i MIMO (Multiple Input Multiple Output); uwzględnienie ograniczeń na wartości: zmiennych sterujących, przyrosty zmiennych sterujących, zmiennych wyjściowych; uwzględnienie wewnętrznych interakcji w procesie dzięki wykorzystaniu modelu; optymalizacja wskaźników związanych ze sterowaniem.

Wiele algorytmów MPC zostało z sukcesem wdrożonych w rozwiązaniach przemysłowych, opracowano również szereg komercyjnych pakietów optymalizacyjnych z tymi algorytmami [11]. Wcześniejsze prace, np. [7, 8] również potwierdzają ich użyteczność.

Do budowy algorytmu MPC niezbędny jest dyskretny model procesu. W związku z tym model reakcji zachodzących w kolumnie rektyfikacyjnej (patrz sekcja 3) zdyskretyzowano metodą trapezów. Zmiennymi sterującymi są R i V , zmienną sterowaną jest x_D . Przyjęto, że na obiekt działają zakłócenia sygnałów: F i x_F .

Ograniczenia na minimalną i maksymalną wartość sygnałów sterujących są postaci:

$$R_{\min} < R(k+p|k) < R_{\max}; \quad p = 1, \dots, H_p \quad (16a)$$

$$V_{\min} < V(k+p|k) < V_{\max}; \quad p = 1, \dots, H_p \quad (16b)$$

gdzie: $(k+p|k)$ – wartość wyznaczona w bieżącej chwili k na chwilę $k+p$, H_p – horyzont predykcji, $R_{\min}=V_{\min}=0$ kmol/min, $R_{\max}=V_{\max}=15$ kmol/min.

Ponadto, aby wyeliminować sytuację, w której zbiornik powrotu zostanie opróżniony, wprowadzono następujące ograniczenie:

$$R(k+p|k) < V(k+p|k) + 4; \quad p = 1, \dots, H_p \quad (17)$$

Dodatkowymi ograniczeniami są te wynikające z modelu kolumny (patrz sekcja 3). Najważniejszym z nich jest maksymalne stężenie jakie możemy uzyskać w kolumnie (95% etanolu). Jest ono określone przez właściwości mieszaniny i liczbę półek teoretycznych.

Wartości sterowań wyznaczane są w dyskretnych bieżących i następnych chwilach czasu w oparciu o dyskretny model, poprzez minimalizację funkcji kryterialnej postaci:

$$J = \min \left\{ \sum_{p=1}^{H_p} q_1 |x_D^{\text{zad}}(k+p|k) - x_D(k+p|k)|^2 + q_2 \cdot \sum_{p=1}^{H_p} |\Delta V(k+p|k)|^2 + q_3 \cdot \sum_{p=1}^{H_p} |\Delta R(k+p|k)|^2 \right\} \quad (18)$$

Pierwszym składnikiem jest uchyb regulacji, czyli różnica między zadaną a rzeczywistą trajektorią stężenia destylatu. Pozostałe dwa składniki odpowiadają karom za zmianę sterowań V i R , natomiast q_1 , q_2 i q_3 są wagami poszczególnych składowych funkcji kryterialnej.

5. Badania symulacyjne

Nieliniowy układ regulacji został zaimplementowany w środowisku MATLAB/Simulink, z wykorzystaniem biblioteki

Optimization Toolbox i metody SQP (Sequential Quadratic Programming). Dla wszystkich badań obliczono błąd bezwzględny Δ (zależność (19)) i średniokwadratowy (Root Mean Square – RMS) Δ_{RMS} (wyrażenie (20)). Na ich podstawie określono końcową konfigurację układu.

$$\Delta = \frac{\sum_{i=1}^n |x_D - x_D^{zad}|}{n} \quad (19)$$

$$\Delta_{RMS} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_D - x_D^{zad})^2}{n}} \quad (20)$$

gdzie n oznacza liczbę próbek.

W pierwszej kolejności zbadano wpływ parametrów regulatora (krok predykcji T i horyzont predykcji H_p). Najlepsze wyniki uzyskano dla $T=0,5$ min, $H_p=5$ i przyjęto je do dalszych testów.

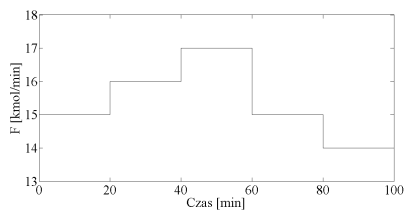
Następnie dokonano analizy wpływu zmian wag (q_1, q_2, q_3) funkcji kryterialnej (wyrażenie (18)) na jakość sterowania. Najlepsze rezultaty zostały osiągnięte dla $q_1=10000$, $q_2=0$, $q_3=0$ i wybrano je do dalszych badań.

Kolejnym etapem była analiza zakłóceń: F i x_F . W pierwszej kolejności założono, że są one mierzone, a następnie przyjęto, że niemożliwy jest ich pomiar. W tabeli 4 pokazano analizę błędów dla stałej i zmiennej trajektorii zadanej, w sytuacji działania obu zakłóceń równocześnie. Uzyskano niewielkie błędy sterowania.

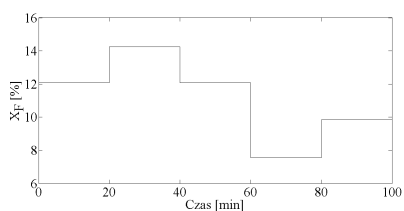
Tab. 4. Błędy sterowania – wpływ zakłóceń
Tab. 4. Control errors – impact of disturbances

Zakłócenia mierzone		Zakłócenia niemierzone	
Średni błąd bezwzględny	Błąd RMS	Średni błąd bezwzględny	Błąd RMS
Stała trajektoria zadana			
0,0237	0,0489	0,0258	0,0548
Zmienna trajektoria zadana			
0,4648	1,1319	0,4752	1,1355

Na rys. 4-15 przedstawiono wyniki sterowania dla stałej i zmiennej trajektorii zadanej. W każdym przypadku zbadano jakość sterowania dla mierzonych i niemierzonych zakłóceń. Trajektorie zakłóceń, strumienia surowki F oraz stężenia surowki x_F , dla wszystkich przypadków są takie same i zostały pokazane na rys. 2-3.

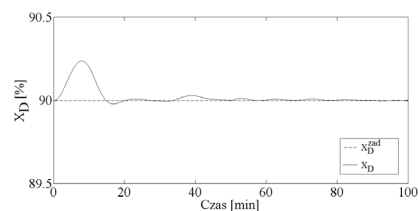


Rys. 2. Trajektorie strumienia surowki F
Fig. 2. Trajectory of feed rate F

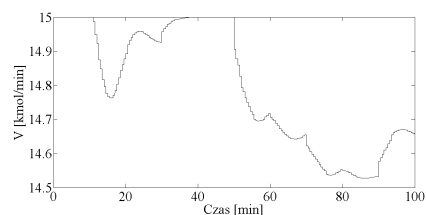


Rys. 3. Trajektorie stężenia surowki x_F
Fig. 3. Trajectory of feed composition x_F

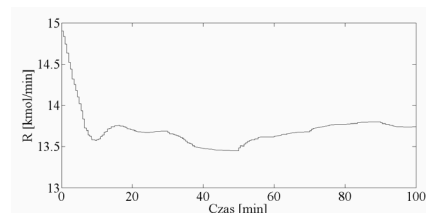
Przypadek 1 – Stała trajektoria zadana a) zakłócenia mierzone



Rys. 4. Stężenie destylatu x_D
Fig. 4. Distillate product composition x_D

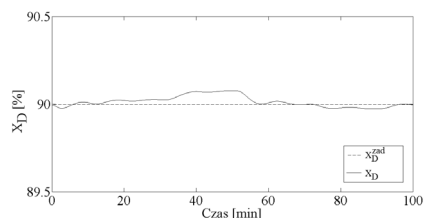


Rys. 5. Strumień pary V
Fig. 5. Vapour flow rate V

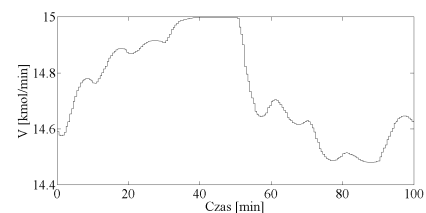


Rys. 6. Strumień refluksu R
Fig. 6. Reflux flow rate R

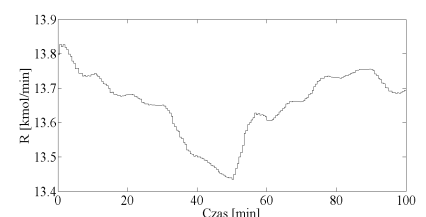
b) zakłócenia niemierzone



Rys. 7. Stężenie destylatu x_D
Fig. 7. Distillate product composition x_D

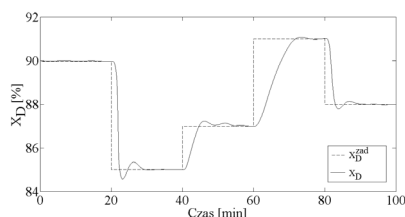


Rys. 8. Strumień pary V
Fig. 8. Vapour flow rate V

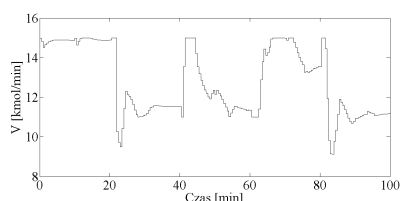


Rys. 9. Strumień refluksu R
Fig. 9. Reflux flow rate R

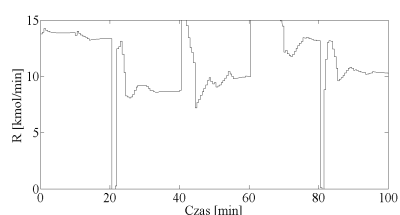
Przypadek 2 – Zmienna trajektoria zadana a) zakłócenia mierzone



Rys. 10. Stężenie destylatu x_D
Fig. 10. Distillate product composition x_D

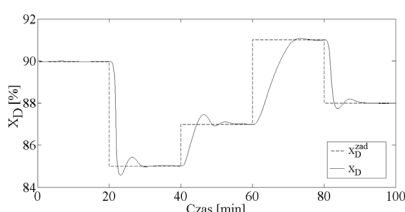


Rys. 11. Strumień pary V
Fig. 11. Vapour flow rate V

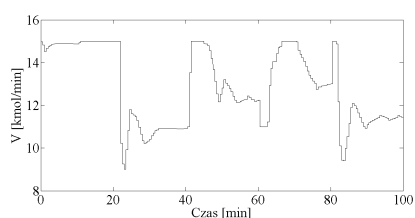


Rys. 12. Strumień refluksu R
Fig. 12. Reflux flow rate R

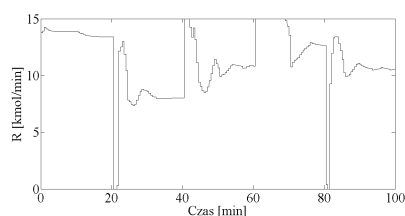
b) zakłócenia niemierzone



Rys. 13. Stężenie destylatu x_D
Fig. 13. Distillate product composition x_D



Rys. 14. Strumień pary V
Fig. 14. Vapour flow rate V



Rys. 15. Strumień refluksu R
Fig. 15. Reflux flow rate R

Wyniki sterowania są obiecujące. Układ sterowania bardzo dobrze poradził sobie z występującymi mierzonymi i niemierzonymi zakłóceniami, dla stałej i zmiennej trajektorii zadanej. Błędy nadążania są niewielkie. Pomiar zakłóceń i przekazanie tych danych do algorytmu MPC wpłynęło na lepszą jakość sterowania (tabela 4, rys. 4 i 10). Jakość sterowania dla niemierzonych zakłóceń jest nieznacznie gorsza (tabela 4, rys. 7 i 13). Układ dokonuje korekty sterowania poprzez częste interwencje regulatora i wyznaczanie nowych sterowań. Sygnały sterujące R i V (rys. 5-6, 8-9 i 11-12) są różne w zależności od trajektorii zadanej (stała, zmienna) i zakłóceń (mierzone, niemierzone). Można stwierdzić, że użycie nieliniowego algorytmu predykcyjnego gwarantuje wysoką jakość sterowania.

6. Podsumowanie

W artykule rozważana była kolumna rektyfikacyjna, powszechnie wykorzystywana do rozdzielu mieszanin wieloskładnikowych. W oparciu o hipotetyczne dane zbudowano dyskretny model komputerowy dwuskładnikowej kolumny rektyfikacyjnej. Następnie zaprojektowano nieliniowy predykcyjny układ regulacji tym obiektem. Dokonano doboru parametrów układu i przeprowadzono testy symulacyjne.

7. Literatura

- [1] Błasiński H., Młodziński B.: Aparatura przemysłu chemicznego. WNT, Warszawa 1983.
- [2] Castellanos-Sahagun E., Alvarez-Ramirez J., Alvarez J.: Two-point composition-temperature control of binary distillation columns. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 45 (2006) 9010-9013.
- [3] Chandra P.V.S.R., Venkateswarlu Ch.: Multistep model predictive control of ethyl acetate reactive distillation column. *Indian Journal of Chemical Technology*, Vol. 14 (2007), pp. 333-340.
- [4] Kumar M.V.P., Kaistha N.: Decentralized control of a kinetically controlled ideal reactive distillation column. *Chemical Engineering Science* 63 (2008) 228-243.
- [5] Luyben W.L.: *Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers*. Second Edition. McGraw-Hill, New York 1990.
- [6] Ławryńczuk M., Marusak P., Tatjewski P.: Bieżąca optymalizacja punktu pracy procesów regulowanych algorytmem predykcyjnym. *Materiały konferencyjne XV Krajowej Konferencji Automatyki*, Warszawa 27-30 czerwca 2005.
- [7] Piotrowski R., Brdyś M.A., Konarczak K., Duzinkiewicz K., Chotkowski W.: Hierarchical dissolved oxygen control for activated sludge processes. *Control Engineering Practice*, Vol. 16 (2008), No. 1, pp. 114-131.
- [8] Piotrowski R., Mojsiewicz A.: Nieliniowy regulator predykcyjny w sterowaniu instalacją napowietrzającą. *Pomiary Automatyka Kontrola*, Vol. 57 (2011), Nr 3, 253-256.
- [9] Praca zbiorowa (red. Zarzycki R.): *Zadania rachunkowe z inżynierii chemicznej*. PWN, Warszawa 1980.
- [10] Skogestad S.: Dynamics and control of distillation columns—a critical survey. *Modeling, Identification and Control*, Vol. 18 (1997), No. 3, pp. 177-217.
- [11] Tatjewski P.: *Advanced control of industrial processes: structures and algorithms*. Springer-Verlag, London Limited 2007.
- [12] Waller J.B., Böling J.M.: Multi-variable nonlinear MPC of an ill-conditioned distillation column. *Journal of Process Control* 15 (2005) 23-29.

otrzymano / received: 18.12.2011

przyjęto do druku / accepted: 02.07.2012

artykuł recenzowany / revised paper